

BÀI TẬP LỚN

TÍNH TOÁN THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT GIÁN TIẾP

ĐỀ SỐ: 30

Đun nóng dung dịch: $CS_2 - CCl_4$ bằng thiết bị gia nhiệt loại ống chùm đặt thẳng đứng với:

- Năng suất của thiết bị : **1,5 kg/s**.
- Dòng hơi nước bão hòa làm chất tải nhiệt có áp suất : **1,6 at**.
- Dung dịch được đun nóng từ nhiệt độ ban đầu **20°C** đến nhiệt độ cuối **60°C**. Nồng độ của dung dịch gồm **35%** khối lượng là CS_2 và **65%** khối lượng là CCl_4

Yêu cầu:

1. Vẽ sơ đồ cấu tạo và giải thích nguyên tắc làm việc của thiết bị trao đổi nhiệt gián tiếp loại ống chùm đặt thẳng đứng.
2. Hãy xác định:
 - Bề mặt trao đổi nhiệt.
 - Số ống truyền nhiệt.
 - Đường kính và chiều cao của thiết bị.

MỤC LỤC

III. THUYẾT MINH QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ:

Nguyên liệu đầu tiên là NaCl có nồng độ 28%, nhiệt độ 25°C được bơm từ bồn chứa vào thiết bị gia nhiệt với suất lượng 5,5 kg/s để gia nhiệt lên đến nhiệt độ sôi là 100°C.

* Thiết bị gia nhiệt là thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống chùm. Thân hình trụ, đặt đứng, bên trong gồm nhiều ống nhỏ, được bố trí theo hình tam giác đều. Các đầu ống được giữ chặt trên vĩ ống và vĩ ống được hàn dính vào thân. Hơi nước bão hòa có áp suất 5 at đi bên ngoài ống (phía vỏ). Dung dịch được bơm vào thiết bị, đi bên trong ống, từ dưới đi lên. Hơi nước bão hòa sẽ ngưng tụ trên các bề mặt ngoài của ống và cấp nhiệt cho dung dịch nâng nhiệt độ của dung dịch lên đến nhiệt độ sôi.

Dung dịch sau khi được gia nhiệt, sẽ được đưa vào thiết bị cô đặc, gồm có 3 phần chính.

* Buồng đốt: Bộ phận nhận nhiệt là dàn ống, gồm nhiều ống nhỏ, được bố trí theo hình tam giác đều, các đầu ống được giữ chặt trên vĩ ống. Trong đó, hơi đốt sẽ ngưng tụ bên ngoài ống và sẽ nhả nhiệt, truyền nhiệt cho dung dịch chuyển động bên trong ống. Dung dịch đi bên trong ống từ trên xuống và sẽ nhận nhiệt do hơi đốt ngưng tụ cung cấp và sẽ sôi, làm hóa hơi một phần dung môi. Điều kiện cần thiết để quá trình truyền nhiệt xảy ra là phải có sự chênh lệch nhiệt độ giữa hơi đốt và dung dịch.

Hỗn hợp hơi lỏng đi qua khỏi dàn ống đến buồng bốc.

KẾT LUẬN

A. LÝ THUYẾT

I. CẤU TẠO VÀ NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC

Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp Hóa- Thực phẩm. Thiết bị này chỉ làm việc ổn định khi chênh lệch nhiệt độ giữa vỏ thiết bị và ống $\Delta t \leq 50^\circ\text{C}$. Nếu $\Delta t \geq 50^\circ\text{C}$, phải tìm cách bù lại sự giãn nở không đều bằng cách dùng vòng bù khi áp suất làm việc $P \geq 3,5$ atm; dẫn dài $\geq 10-15\text{mm}$.

Trong bài tập này không phải sử dụng vòng bù nhiệt.

1. Cấu tạo:

- Gồm có vỏ hình trụ, hai đầu hàn hai lưới đỡ ống, các ống truyền nhiệt 5 được ghép chắc, kín vào lưới ống. Đáy và nắp nối với vỏ bằng mặt bích có bulông ghép chắc. Trên vỏ, nắp và đáy có cửa (ống nối) để dẫn chất tải nhiệt. Thiết bị được cài đặt trên giá đỡ bằng tai treo hàn vào vỏ. Các ống lắp trên lưới ống cần phải kín bằng cách nong hoặc hàn, đôi khi người ta còn dùng đệm để ghép kín.

1- Thân thiết bị

2- Nắp trên

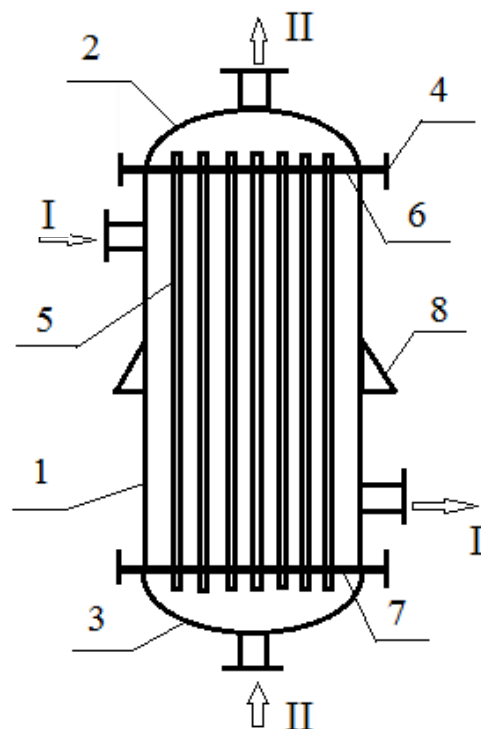
3- Đáy dưới

4- Mặt bích và bu lông

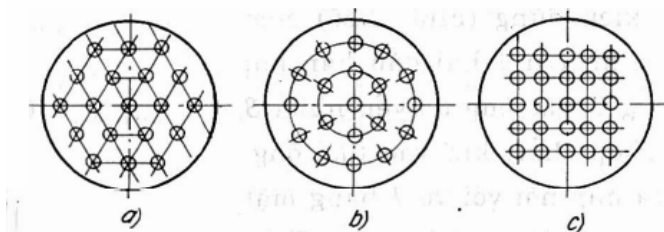
5- Ống truyền nhiệt

6+7- Lưới đỡ ống

8- Tai đỡ



- Các ống trao đổi nhiệt bên trong có thể bố trí theo hình lục giác đều, hình tròn đồng tâm, hình vuông.



Hình 2.27. Cách bố trí ống:
a- xếp theo hình sáu cạnh; b - xếp theo hình tròn; c- xếp theo hình vuông

2. Nguyên lý làm việc

Lưu thể II ($\text{CS}_2 - \text{CCl}_4$) đi từ dưới đáy qua các ống lên trên và ra khỏi thiết bị, còn lưu thể I (hơi nước bão hòa) đi vào từ cửa trái của vỏ vào khoảng trống giữa các ống và vỏ, sau khi trao đổi nhiệt ở thân (hơi nước bão hòa truyền nhiệt cho hỗn hợp) rồi đi ra phía dưới bên phải.

II. ƯU, NHƯỢC ĐIỂM VÀ ỨNG DỤNG

1. Ưu điểm:

- Kết cấu gọn, chắc chắn.
- Công nghệ chế tạo không phức tạp.
- Bề mặt truyền nhiệt lớn.
- Dễ vệ sinh, sửa chữa.

2. Nhược điểm:

- Khó chế tạo bằng vật liệu dòn
- Giá thành cao

3. Ứng dụng:

- Làm bình ngưng tụ và hơi môi chất.
- Làm bình bốc hơi cho máy lạnh

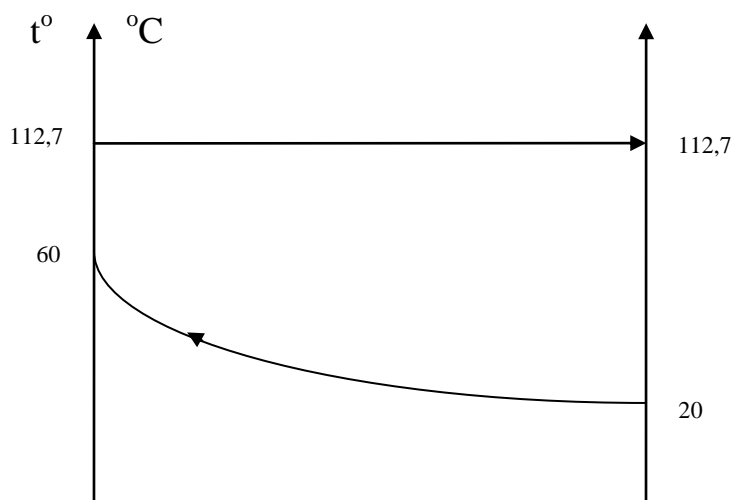
- Làm bình quá lạnh

B. TÍNH TOÁN

Chọn thông số kỹ thuật:

- Chọn vật liệu thép CT₃.
- Chiều cao của ống: $H = 1,5$ (m).
- Chuẩn số Reynolds: $Re = 10500$.
- Đường kính ống: $d = 34 \times 2$ mm.
- Bề dày ống truyền nhiệt: $\delta = 2$ mm = 0,002 m.

I. Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể:



Ở 1,6 at, hơi nước bão hòa có $t^{\circ} = 112,7^{\circ}\text{C}$, ta chọn $t_{\text{hd}} = 112,7(^{\circ}\text{C})$

- Hiệu số nhiệt độ lớn:

$$\Delta t_{\text{d}} = 112,7 - 20 = 92,7(^{\circ}\text{C}).$$

- Hiệu số nhiệt độ bé:

$$\Delta t_{\text{c}} = 112,7 - 60 = 62,7(^{\circ}\text{C}).$$

- Nhận thấy $\frac{\Delta t_d}{\Delta t_c} = \frac{92,7}{62,7} \approx 1,48 < 2$ nên nhiệt độ trung bình của hai lưu thể được xác

$$\text{định: } \Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_d + \Delta t_c}{2} = \frac{92,7 + 62,7}{2} = 77,7(^{\circ}\text{C}).$$

Nhiệt độ trung bình của từng lưu thể là:

$$t_{1tb} = 112,7 (^{\circ}\text{C})$$

$$t_{2tb} = 112,7 - 77,7 = 35(^{\circ}\text{C}).$$

- Tại $t_{tb} = 35(^{\circ}\text{C})$ nội suy theo bảng I.153 trang 171 sổ tay hóa công 1:

$$C_{\text{CS}_2} = 1010,25 \text{ J/kg.độ}$$

$$C_{\text{CCl}_4} = 884,75 \text{ J/kg.độ}$$

$$\rightarrow C_p = a_{\text{CS}_2} \cdot C_{\text{CS}_2} + a_{\text{CCl}_4} \cdot C_{\text{CCl}_4}$$

$$C_p = 0,35 \cdot 1010,25 + 0,65 \cdot 884,75 = 928,675 \text{ J/kg.độ}$$

II. Tính nhiệt lượng trao đổi Q

$$Q = G \cdot C_p (t_c - t_d)$$

Trong đó: G - lưu lượng hỗn hợp ban đầu, $G = 1,5 \text{ kg/s}$;

C_p - nhiệt dung riêng của hỗn hợp tại $t_{2tb} = 35^{\circ}\text{C}$

Với $C_p = 928,675 \text{ J/kg.độ}$

Vậy : $Q = 1,5 \cdot 928,675 \cdot (60 - 20) = 55720,5 \text{ (W)}$

III. Tính hệ số cấp nhiệt cho từng lưu thể

Tính hệ số cấp nhiệt cho phía hơi nước ngưng tụ theo công thức:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot \sqrt{\frac{r}{\Delta t_1 \cdot H}} \quad , \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

Trong đó: r - Ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi lấy theo nhiệt độ hơi bão hòa, J/kg;

Δt_1 - Chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ hơi đốt và nhiệt độ thành ống truyền nhiệt, °C;

H - chiều cao ống truyền nhiệt (m) ; chọn $H = 1,5$ m;

A - hằng số tra theo nhiệt độ màng nước ngưng.

- Ứng với $t_{hd} = 112,7$ °C nội suy, ta có:

$$r = 2226,98.10^3 \text{ J/kg}$$

1. Tính lần 1: giả sử chênh lệch nhiệt độ giữa màng và hơi bão hòa là 2 °C.

a) Tính hệ số cấp nhiệt cho phía hơi nước ngưng tụ:

- Giả sử chênh lệch nhiệt độ $\Delta t_1 = 2$ °C

$$\rightarrow t_{t1} = t_{t1b} - \Delta t_1 = 112,7 - 2 = 110,7 \text{ (°C)}$$

Khi đó ta có nhiệt độ màng nước ngưng là:

$$t_m = \frac{t_{t1b} + t_{t1}}{2} = \frac{112,7 + 110,7}{2} = 111,7 \text{ (°C)}$$

Từ $t_m = 111,7$ °C tra bảng ta được:

$$A = 184,265$$

Vậy :
$$\alpha_1 = 2,04.184,265 \cdot \sqrt[4]{\frac{2226,98.10^3}{2.1,5}}$$

$$\alpha_1 = 11033,71557 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

b) Tính hệ số cấp nhiệt phía hỗn hợp chảy xoáy α_2

Chọn $Re = 10500$

Hệ số cấp nhiệt α được tính theo công thức:

$$Nu = 0,021 \cdot \varepsilon_1 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d}$$

Suy ra:
$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \varepsilon_1 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25}$$

Trong đó :

Pr_t - chuẩn số Prandtl tính theo nhiệt độ trung bình của tường, còn các thông số khác tính theo nhiệt độ trung bình của dòng;

ε_1 - hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của tỷ số giữa chiều dài l và đường kính d của ống.

Ta chọn $d = 34 \times 2 \text{ mm}$. $H = 1,5 \text{ m}$. Dựa vào bảng 1.3 ta có :

$$\frac{l}{d} = \frac{1,5}{0,03} = 50 \rightarrow \varepsilon_1 = 1$$

- Tính chuẩn số Pr theo công thức :

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

Trong đó: C_p - nhiệt độ riêng của hỗn hợp ở t_{1tb} ;

μ - độ nhớt của dung dịch ở t_{1tb} ;

λ - hệ số dẫn nhiệt độ ở t_{1tb} tính theo công thức:

$$\lambda = \varepsilon \cdot C_p \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}$$

Trong đó: ρ - khối lượng riêng của hỗn hợp, kg/m^3 ;

M - khối lượng phân tử của hỗn hợp, kg/kmol ;

Ta có : $C_p = 928,675 \text{ J/kg. độ}$

ε - hệ số phụ thuộc mức độ liên kết của chất lỏng, với chất lỏng không tan lẫn (dung dịch CS_2 - CCl_4) thì $\varepsilon_{\text{kết hợp}} = 4,22 \cdot 10^{-8}$

- Tại $t_{2tb} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có :

$$\rho_{\text{CS}_2} = 1240,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{CCl}_4} = 1565,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\rightarrow \rho = \left(\frac{0,35}{1240,5} + \frac{0,65}{1565,5} \right)^{-1} = 1434,01 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

- Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp là:

$$\lambda = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 928,675 \cdot 1434,01 \cdot \sqrt[3]{\frac{1434,01}{126,63}}$$

$$\lambda = 0,126 \text{ W/m.độ}$$

Tại $t_{2tb} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ ta có:

$$\mu_{\text{CS}_2} = 0,3045 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{CCl}_4} = 0,79 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rightarrow \lg(\mu_{hh}) = x_F \cdot \lg(\mu_{\text{CS}_2}) + (1 - x_F) \cdot \lg(\mu_{\text{CCl}_4})$$

$$\lg(\mu_{hh}) = 0,21 \lg(0,3045 \cdot 10^{-3}) + (1 - 0,21) \cdot \lg(0,79 \cdot 10^{-3})$$

$$\rightarrow \mu_{hh} = 0,6467 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

$$\text{Do đó: } Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} = \frac{928,675 \cdot 0,6467 \cdot 10^{-3}}{0,126} = 4,766$$

- Tính chuẩn số Pr_t :

$$Pr_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_{hh}}{\lambda_t}$$

Nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 11033,71557 \cdot 2$$

$$q_1 = 22067,43 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Hiệu số nhiệt độ ở hai phía thành ống:

$$\Delta t_t = t_{t1} - t_{t2} = q_1 \cdot \sum r_t$$

Trong đó: t_{t2} - nhiệt độ thành ống phía hỗn hợp, °C;

$\sum r_t$ - nhiệt trở ở hai bên ống truyền nhiệt, $\text{m}^2 \cdot \text{°C} / \text{W}$

$$\sum r_t = r_{t1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{t2}$$

Trong đó: r_{t1}, r_{t2} - nhiệt trở của cặn bẩn ở hai phía của tường, $\text{m}^2 \cdot \text{độ} / \text{W}$;

δ - bề dày của ống truyền nhiệt, (m); chọn $\delta = 2 \text{ mm} = 0,002 \text{ m}$;

λ - hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống, $\text{W/m} \cdot \text{độ}$; với thép CT₃ ta có

$$\lambda = 46,5 \text{ W/m} \cdot \text{độ}.$$

Dựa vào bảng [3.4] ta chọn:

$$r_{t1} = 1,16 \cdot 10^{-3}, \text{ m}^2 \cdot \text{độ} / \text{W}$$

$$r_{t2} = 0,464.10^{-3} \text{ , m}^2.\text{độ/W}$$

$$\sum r_t = 1,16.10^{-3} + \frac{0,002}{46,5} + 0,464.10^{-3}$$

$$\sum r_t = 1,667.10^{-3} \text{ (m}^2.\text{độ/W)}$$

Do đó: $\Delta t_t = q_1 \cdot \sum r_t = 22067,43 \cdot 1,667.10^{-3} = 36,787 \text{ (}^\circ\text{C)}$

$$\rightarrow t_{t2} = t_{t1} - \Delta t_t = (112,7 - 2) - 36,787 = 73,913 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t_2 = t_{t2} - t_{2tb} = 73,913 - 35 = 38,913 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Tại $t_{t2} = 73,913 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$C_{CS2} = 1035,435 \text{ J/kg.độ}$$

$$C_{CCl4} = 938,696 \text{ J/kg.độ}$$

$$\rightarrow C_{pt} = 0,35.1035,435 + 0,65.938,696$$

$$C_{pt} = 972,555 \text{ (J/kg.độ)}$$

Tại $t_{t2} = 73,913 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\rho_{CS2} = 1175,652 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CCl4} = 1485 \text{ kg/m}^3$$

$$\rightarrow \rho_t = \left(\frac{0,35}{1175,652} + \frac{0,65}{1485} \right)^{-1} = 1359,772 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

Tại $t_{t2} = 73,913 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\mu_{CS2} = 0,2222.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{CCl4} = 0,5079.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rightarrow \lg(\mu_{hh}) = x_F \cdot \lg(\mu_M) + (1 - x_F) \cdot \lg(\mu_N)$$

$$\lg(\mu_{hh}) = 0,21.\lg(0,2222.10^{-3}) + (1 - 0,21).\lg(0,5079.10^{-3})$$

$$\rightarrow \mu_{hh} = 0,427.10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Ta được:
$$\lambda_t = \varepsilon.C_{pt}.\rho_t.\sqrt[3]{\frac{\rho_t}{M}}$$

$$\lambda_t = 4,22.10^{-8}.972,555.1359,772.\sqrt[3]{\frac{1359,772}{126,63}}$$

$$\lambda_t = 0,123 \text{ (W/m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$$

$$\text{Pr}_t = \frac{C_{pt}.\mu_{hh}}{\lambda_t}$$

$$\text{Pr}_t = \frac{972,555.0,427.10^{-3}}{0,123} = 3,376$$

Vậy:
$$\alpha_2 = 0,021.\frac{\lambda_t}{d}.\varepsilon.\text{Re}^{0,8}.\text{Pr}^{0,43}\left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_t}\right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = 0,021.\frac{0,123}{0,03}.1.10500^{0,8}.4,766^{0,43}\left(\frac{4,766}{3,376}\right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = 302,69 \text{ (W/m}^2\text{.}^\circ\text{độ)}$$

$$\rightarrow q_2 = \alpha_2.\Delta t_2 = 302,69.38,913$$

$$q_2 = 11778,594 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Ở đây ta thấy rằng nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ $q_1 = 22067,43 \text{ W/m}^2$ khác rất xa với nhiệt tải riêng về phía hỗn hợp chảy xoáy $q_2 = 11778,594 \text{ W/m}^2$. Mà bài toán ta đang xét là truyền nhiệt ổn định nên $q_1 = q_2 = q_{tb}$, do vậy, để tìm giá trị q_{tb} ta phải tính lặp.

2. Tính lần 2: Giả sử chênh lệch nhiệt độ giữa màng và hơi bão hòa là 0,8°C**a) Tính hệ số cấp nhiệt cho phía hơi nước ngưng tụ:**

- Giả sử chênh lệch nhiệt độ $\Delta t_1 = 0,8 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\rightarrow t_{t1} = t_{1tb} - \Delta t_1 = 112,7 - 0,8 = 111,9(^\circ\text{C})$$

Khi đó ta có nhiệt độ màng nước ngưng là:

$$t_m = \frac{t_{1tb} + t_{t1}}{2} = \frac{112,7 + 111,9}{2} = 112,3 \text{ } (^\circ\text{C})$$

Từ $t_m = 112,3^\circ\text{C}$ tra bảng ta được:

$$A = 184,535$$

$$\text{Vậy: } \alpha_1 = 2,04 \cdot 184,535 \cdot \sqrt[4]{\frac{2226,98 \cdot 10^3}{0,8 \cdot 1,5}}$$

$$\alpha_1 = 13894,4924 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

b) Tính hệ số cấp nhiệt phía hỗn hợp chảy xoáy α_2

Chọn $Re = 10500$

Nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 13894,4924 \cdot 0,8$$

$$q_1 = 11115,5939 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Hiệu số nhiệt độ ở hai phía thành ống:

$$\Delta t_t = t_{t1} - t_2 = q_1 \cdot \sum r_t$$

$$\text{Ta có } \sum r_t = 1,667 \cdot 10^{-3} \text{ (m}^2 \cdot \text{độ/W)}$$

Do đó: $\Delta t_t = q_1 \cdot \sum r_t = 11115,5939 \cdot 1,667 \cdot 10^{-3} = 18,53 \text{ (}^\circ\text{C)}$

$$\rightarrow t_{t2} = t_{t1} - \Delta t_t = (112,7 - 0,8) - 18,53 = 93,37 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t_2 = t_{t2} - t_{2tb} = 93,37 - 35 = 58,37 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Tại $t_{t2} = 93,37 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$C_{\text{CS}_2} = 1050,03 \text{ J/kg.độ}$$

$$C_{\text{CCl}_4} = 966,06/\text{kg.độ}$$

$$\rightarrow C_{\text{pt}} = 0,35 \cdot 1050,03 + 0,65 \cdot 966,06$$

$$C_{\text{pt}} = 995,45 \text{ (J/kg.độ)}$$

Tại $t_{t2} = 93,37 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\rho_{\text{CS}_2} = 1138,26 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{CCl}_4} = 1446,27 \text{ kg/m}^3$$

$$\rightarrow \rho_t = \left(\frac{0,35}{1138,26} + \frac{0,65}{1446,27} \right)^{-1} = 1321,16 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

Tại $t_{t2} = 93,37 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\mu_{\text{CS}_2} = 0,1966 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{CCl}_4} = 0,4152 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rightarrow \lg(\mu_{\text{hh}}) = x_F \cdot \lg(\mu_M) + (1 - x_F) \cdot \lg(\mu_N)$$

$$\lg(\mu_{\text{hh}}) = 0,21 \cdot \lg(0,1966 \cdot 10^{-3}) + (1 - 0,21) \cdot \lg(0,4152 \cdot 10^{-3})$$

$$\rightarrow \mu_{\text{hh}} = 0,355 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Ta được:
$$\lambda_t = \varepsilon \cdot C_{pt} \cdot \rho_t \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_t}{M}}$$

$$\lambda_t = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 995,45 \cdot 1321,16 \cdot \sqrt[3]{\frac{1321,16}{126,63}}$$

$$\lambda_t = 0,121 (\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{Pr}_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_{hh}}{\lambda_t} \quad \text{Pr}_t = \frac{995,45 \cdot 0,355 \cdot 10^{-3}}{0,121} = 2,920$$

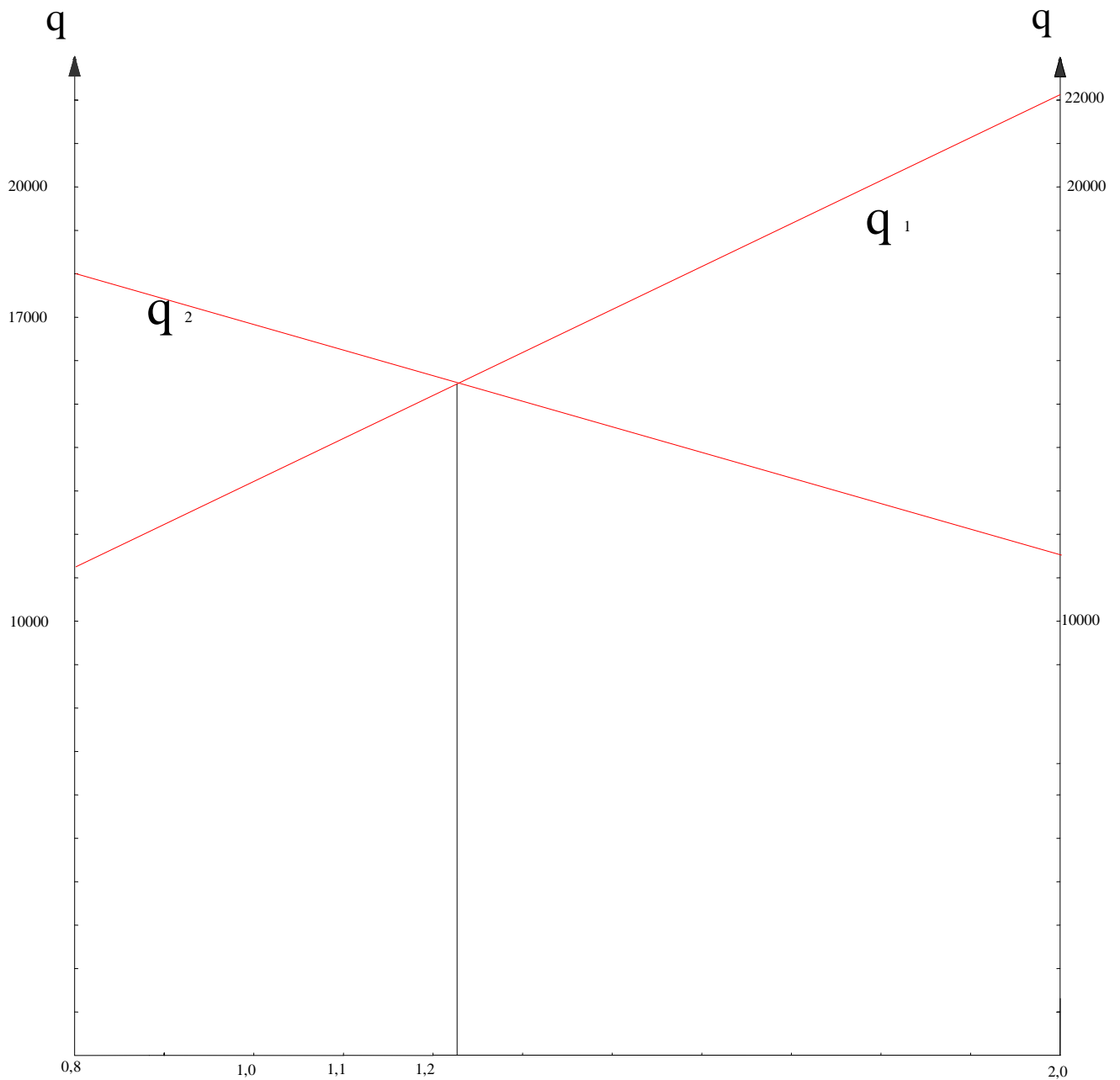
Vậy:
$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_t}{d} \cdot \varepsilon \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_t} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{0,121}{0,03} \cdot 1 \cdot 10500^{0,8} \cdot 4,766^{0,43} \cdot \left(\frac{4,766}{2,920} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = 308,77 (\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\rightarrow q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 308,77 \cdot 58,37 \rightarrow q_2 = 18022,9049 (\text{W/m}^2)$$

Dựa vào 2 lần tính, ta có đồ thị:



3. Tính lần 3: Chênh lệch nhiệt độ giữa màng và hơi bão hòa tính theo đồ thị trên là 1,23 °C.

a) Tính hệ số cấp nhiệt cho phía hơi nước ngưng tụ:

Dựa vào đồ thị ta suy ra được $\Delta t_1 = 1,23 \text{ }^\circ\text{C}$ vậy ta có:

$$t_{t1} = t_{t\text{b}} - \Delta t_1 = 112,7 - 1,23 = 111,47 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$t_m = \frac{t_{tb} + t_{t1}}{2} = \frac{112,7 + 111,47}{2} = 112,085 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

– Từ $t_m = 112,085 \text{ }^\circ\text{C}$ tra bảng ta được:

$$A = 184,438$$

Vậy :
$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 184,438 \cdot \sqrt{\frac{2226,98 \cdot 10^3}{1,23 \cdot 1,5}}$$

$$\alpha_1 = 12471,267 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

b) Tính hệ số cấp nhiệt phía hỗn hợp chảy xoáy α_2

Nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 12471,267 \cdot 1,23 = 15339,658 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Hiệu số nhiệt độ ở hai phía thành ống:

$$\Delta t_t = t_{t1} - t_{t2} = q_1 \cdot \sum r_t = 15339,658 \cdot 1,667 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta t_t = 25,57 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$t_{t2} = t_{t1} - \Delta t_t = 111,47 - 25,57 = 85,9 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t_2 = t_{t2} - t_{2tb} = 85,9 - 35 = 50,9 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Tại $t_{t2} = 85,9 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$C_{CS2} = 1044,425 \text{ J/kg} \cdot \text{độ}$$

$$C_{CCl4} = 954,85 \text{ J/kg} \cdot \text{độ}$$

$$\rightarrow C_{pt} = 0,35 \cdot 1044,425 + 0,65 \cdot 954,85$$

$$C_{pt} = 993,35 \text{ (J/kg} \cdot \text{độ)}$$

Tại $t_{t2} = 85,9 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\rho_{\text{CS}_2} = 1153,2 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{CCl}_4} = 1460,085 \text{ kg/m}^3$$

$$\rightarrow \rho_t = \left(\frac{0,35}{1153,2} + \frac{0,65}{1460,085} \right)^{-1} = 1335,679 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

Tại $t_2 = 85,9 \text{ }^\circ\text{C}$ nội suy ta có:

$$\mu_{\text{CS}_2} = 0,2041 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{CCl}_4} = 0,4469 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rightarrow \lg(\mu_{hh}) = x_F \cdot \lg(\mu_M) + (1 - x_F) \cdot \lg(\mu_N)$$

$$\lg(\mu_{hh}) = 0,21 \cdot \lg(0,2041 \cdot 10^{-3}) + (1 - 0,21) \cdot \lg(0,4469 \cdot 10^{-3})$$

$$\rightarrow \mu_{hh} = 0,394 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Ta được: $\lambda_t = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 993,35 \cdot 1335,679 \cdot \sqrt[3]{\frac{1335,679}{126,63}}$

$$\lambda_t = 0,1228 \text{ (W/m} \cdot \text{độ)}$$

Ta có
$$\text{Pr}_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_{hh}}{\lambda_t}$$

$$\text{Pr}_t = \frac{993,35 \cdot 0,394 \cdot 10^{-3}}{0,1228} = 3,187$$

Vậy:
$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{0,1228}{0,03} \cdot 10500^{0,8} \cdot 4,766^{0,43} \cdot \left(\frac{4,766}{3,187} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_2 = 306,582 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

$$\rightarrow q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 306,582 \cdot 50,9$$

$$q_2 = 15605,039 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Dựa trên số liệu tính toán ta có bảng số liệu:

Số lần tính	Phía hơi nước ngưng tụ						Nhiệt trở và hiệu số nhiệt độ	
	t_{1tb}	t_{t1}	Δt_1	t_m	α_1	q_1	$\sum r_t$	Δt_t
1	112,7	110,7	2	111,7	11033,7156	22067,43	$1,667 \cdot 10^{-3}$	36,787
2	112,7	111,9	0,8	112,3	13894,4294	11115,5939	$1,667 \cdot 10^{-3}$	18,53
3	112,7	111,47	1,23	112,085	12471,267	15339,658	$1,667 \cdot 10^{-3}$	25,57

Số lần tính	Phía hỗn hợp chảy xoáy						
	t_2	t_{2tb}	Δt_2	Pr_t	$(Pr/Pr_t)^{0,25}$	α_2	q_2
1	73,913	35	38,913	3,376	1,09	302,69	11778,594
2	93,37	35	58,37	2,920	1,13	308,77	18022,9049
3	85,9	35	50,9	3,187	1,11	306,582	15605,039

Từ trên ta có:

$$q_{tb} = \frac{q_1 + q_2}{2} = \frac{15339,658 + 15605,039}{2}$$

$$q_{tb} = 15472,348 \text{ W/m}^2$$

- Kiểm tra sai số

$$\varepsilon = \frac{q_2 - q_1}{q_1} \cdot 100\% = \frac{15605,039 - 15339,658}{15339,658} \cdot 100\%$$

$$\varepsilon = 1,73\% < 10\% \quad (\text{chấp nhận})$$

IV. Tính bề mặt truyền nhiệt.

$$F = \frac{Q}{Q_{tb}} = \frac{55720,5}{15472,348} = 3,6 (m^2)$$

V. Số ống truyền nhiệt.

$$d_{td} = \frac{d_t + d_n}{2} = \frac{0,03 + 0,034}{2} = 0,032 (m)$$

Số ống truyền nhiệt:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot H} = \frac{3,6}{3,14 \cdot 0,032 \cdot 1,5} = 24$$

n: số ống truyền nhiệt.

Dựa bảng quy chuẩn và chọn tổng số ống với cách sắp xếp theo hình lục giác là :

$n = 37$ (ống).

- Số ống trên một cạnh của hình 6 cạnh lớn là: 4 (ống).
- Số ống trên đường xuyên tâm của hình 6 cạnh là: 7 (ống).
- Tổng số ống không kể các ống trong các hình viên phân là: 37(ống).

VI. Đường kính trong thiết bị đun nóng

$$D = t \cdot (b - 1) + 4 \cdot d_n, m$$

Trong đó : t – bước ống, thường lấy $t = 1,2 - 1,5 d_n$;

d_n – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m;

b – số ống trên đường xuyên tâm sáu cạnh.

Vậy: $D = 1,4.0,034.(7 - 1) + 4.0,032$

$$D = 0,414 \text{ (m)}$$

Làm tròn: $D = 0,4 \text{ m} = 400 \text{ mm}$.

VII. Tính chiều cao của thiết bị.

Với $D = 400 \text{ mm}$, chọn nắp thiết bị hình elip có gờ, tra bảng số liệu ta chọn:

Chiều cao của nắp thiết bị: $h_1 = h_t + h$

Trong đó dựa bảng số liệu ta có: $h_t = 100 \text{ mm}$.

$$h = 25 \text{ mm}$$

Vậy chiều cao của thiết bị:

$$L = H + 2.h_1 = 1,5.1000 + 2.(100 + 25) = 1750 \text{ mm}$$

VIII. Tính lại vận tốc chia ngăn:

- Xác định vận tốc thực:

$$\omega_t = \frac{4.G}{\pi.d^2.n.\rho}$$

$$G = 1,5 \text{ (kg/s)}$$

$$n = 37 \text{ ống}$$

$$d = 0,03 \text{ m}$$

$$\rho = 826,015 \text{ kg/m}^3$$

$$\rightarrow \omega_t = \frac{1,5.4}{3,14.0,03^2.1434,01.37}$$

$$\omega_t = 0.04 \text{ (m/s)}$$

- Xác định vận tốc giả thiết:

$$\omega_{gt} = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho} = \frac{10500 \cdot 0,6467 \cdot 10^{-3}}{0,03 \cdot 1434,01}$$

$$\omega_{gt} = 0,158 \text{ (m/s)}$$

$$\text{Vì: } \frac{\omega_{gt} - \omega_t}{\omega_{gt}} \cdot 100\% = \frac{0,158 - 0,04}{0,158} = 74,68\% > 5\%$$

Nên ta cần phải chia ngăn để quá trình cấp nhiệt ở chế độ xoáy.

- Số ngăn:

$$\text{Số ngăn cần thiết: } m = \frac{\omega_{gt}}{\omega_t} = \frac{0,158}{0,04}$$

$$m = 3,95 \text{ (ngăn)}$$

Quy chuẩn $m = 4$ (ngăn).

- Tính lại chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot n_1 \cdot \mu} = \frac{4 \cdot 1,5}{3,14 \cdot 0,03 \cdot \frac{37}{4} \cdot 0,6467 \cdot 10^{-3}} = 10647,7 > 10^4.$$

- Lượng hơi cần thiết cấp cho quá trình:

Tại nhiệt độ $t = 112,7^\circ\text{C}$ ta có:

$$I_1 = 2703 \cdot 10^3 \text{ (J/kg)}$$

$$i_2 = 473,1 \cdot 10^3 \text{ (J/kg)}$$

$$Q = D \cdot (I_1 - i_1)$$

D: lượng hơi bão hòa cần thiết

$$D = \frac{Q}{(I_1 - i_1)} = \frac{55720,5}{(2703 \cdot 10^3 - 473,1 \cdot 10^3)} = 0,025 \text{ (kg)}$$

Vậy các kích thước của thiết bị đun nóng hỗn hợp đầu là:

$F = 3,6 \text{ (m}^2\text{)}$ – bề mặt truyền nhiệt;

$n = 37 \text{ (ống)}$ – số ống truyền nhiệt;

$D = 400 \text{ (mm)}$ – đường kính của thiết bị;

$H = 1750 \text{ (mm)}$ – chiều cao giữa hai mặt bích.

$D = 0,025 \text{ (kg)}$ – lượng hơi bão hòa cấp cho quá trình.